

(12) NACH DEM VERTRAG ÜBER DIE INTERNATIONALE ZUSAMMENARBEIT AUF DEM GEBIET DES
PATENTWESENS (PCT) VERÖFFENTLICHTE INTERNATIONALE ANMELDUNG

(19) Weltorganisation für geistiges Eigentum
Internationales Büro



(43) Internationales Veröffentlichungsdatum
14. Juli 2005 (14.07.2005)

PCT

(10) Internationale Veröffentlichungsnummer
WO 2005/063657 A1

(51) Internationale Patentklassifikation⁷: C07C 5/333, 11/167 (72) Erfinder; und
(75) Erfinder/Anmelder (nur für US): JOHANN, Thorsten [DE/DE]; Goethestr. 9, 67117 Limburgerhof (DE). SCHINDLER, Götz-Peter [DE/DE]; Schauenburgweg 9, 68219 Mannheim (DE). BRODHAGEN, Andreas [DE/DE]; Böhler Str. 26, 67125 Dannstadt-Schauernheim (DE). CRONE, Sven [DE/DE]; Mühlweg 44, 67117 Limburgerhof (DE). BENFER, Regina [DE/DE]; Akazienweg 23, 67122 Altrip (DE). SIGL, Marcus [DE/DE]; Untere Clignetstr. 8, 68167 Mannheim (DE). DUDA, Mark [DE/DE]; Pfarrer-Barth-Weg 11, 67071 Ludwigshafen (DE).

(21) Internationales Aktenzeichen: PCT/EP2004/014835

(22) Internationales Anmeldedatum:
30. Dezember 2004 (30.12.2004)

(25) Einreichungssprache: Deutsch

(26) Veröffentlichungssprache: Deutsch

(30) Angaben zur Priorität:
103 61 823.6 30. Dezember 2003 (30.12.2003) DE

(71) Anmelder (für alle Bestimmungsstaaten mit Ausnahme von US): BASF AKTIENGESELLSCHAFT [DE/DE]; 67056 Ludwigshafen (DE). (74) Anwalt: ISENBRUCK, Günter; Isenbruck, Bösl, Hörschler, Wichmann, Huhn, Theodor-Heuss-Anlage 12, 68165 Mannheim (DE).

[Fortsetzung auf der nächsten Seite]

(54) Title: METHOD FOR THE PRODUCTION OF BUTADIENE AND 1-BUTENE

(54) Bezeichnung: VERFAHREN ZUR HERSTELLUNG VON BUTADIEN UND 1-BUTEN

(57) Abstract: The invention relates to a method for producing butadiene from n-butane, comprising the steps of A) providing an input gas flow a containing n-butane; B) feeding said input gas flow a containing n-butane into at least one first dehydrogenation zone and dehydrogenating n-butane in a non-oxidative catalytic manner, whereby a product gas flow b containing n-butane, 1-butene, 2-butene, butadiene, hydrogen, low-boiling secondary components, and optional steam is obtained; C) feeding the product gas flow b resulting from the non-oxidative catalytic dehydrogenation process and an oxygen-containing gas into at least one second dehydrogenation zone and oxidatively dehydrogenating 1-butene and 2-butene, whereby a product gas flow c containing n-butane, 2-butene, butadiene, hydrogen, low-boiling secondary components, and steam is obtained, said second product gas flow c having a higher butadiene content than product gas flow b; D) eliminating hydrogen, the low-boiling secondary components, and steam, whereby a C₄ product gas flow d essentially comprising n-butane, 2-butene, and butadiene is obtained; E) separating the C₄ product gas flow d into a recirculation flow e1 essentially comprising n-butane and 2-butene and a valuable product flow e2 substantially comprising butadiene by means of extractive distillation; F) feeding flow e1 essentially comprising n-butane and 2-butene as well as a circulating flow g containing 1-butene and 2-butene into a distillation zone and separating the same into a 1-butene-rich valuable product flow f1, a recirculation flow f2 containing 2-butene and n-butane, and a flow f3 containing 2-butene, and redirecting the recirculation flow f2 into the first dehydrogenation zone; G) feeding flow f3 containing 2-butene into an isomerization zone and isomerizing 2-butene to 1-butene, whereby a circulating flow g containing 1-butene and 2-butene is obtained, and redirecting the circulating gas flow g into the distillation zone.

(57) Zusammenfassung: Die Erfindung betrifft ein Verfahren zur Herstellung von Butadien aus n-Butan mit den Schritten: A) Bereitstellung eines n-Butan enthaltenden Einsatzgasstroms a; B) Einspeisung des n-Butan enthaltenden Einsatzgasstroms a in mindestens eine erste Dehydrierzone und nicht-oxidative katalytische Dehydrierung von n-Butan, wobei ein Produktgasstrom b enthalten n-Butan, 1-Buten, 2-Buten, Butadien, Wasserstoff, leichtsiedende Nebenbestandteile und gegebenenfalls Wasserdampf erhalten wird; C) Einspeisung des Produktgasstroms b der nicht-oxidativen katalytischen Dehydrierung und eines sauerstoffhaltigen Gases in mindestens eine zweite Dehydrierzone und oxidative Dehydrierung von n-Butan, 1-Buten und 2-Buten, wobei ein Produktgasstrom c enthaltend n-Butan, 2-Buten, Butadien, leichtsiedende Nebenbestandteile und Wasserdampf erhalten wird, welcher einen höheren Gehalt an Butadien als der Produktgasstrom b aufweist; D) Abtrennung der leichtsiedenden Nebenbestandteile und von Wasserdampf, wobei ein C₄-Produktgasstrom d im Wesentlichen bestehend aus n-Butan, 2-Buten und Butadien erhalten wird; E) Trennung des C₄-Produktgasstroms d in einen im Wesentlichen aus n-Butan und 2-Buten bestehenden Strom e1 und einen im Wesentlichen aus Butadien bestehenden Wertproduktstrom e2 durch Extraktivdestillation; F) Einspeisung des im Wesentlichen aus n-Butan und 2-Buten bestehenden Stroms e1 und eines 1-Buten und 2-Buten enthaltenden Kreisstroms g in eine Destillationszone und Auf trennung in einen 1-Buten reichen Wertproduktstrom f1, einen 2-Buten und n-Butan enthaltenden Rückführstrom f2 und einen 2-Buten haltigen Strom f3, und Rückführung des Rückführstroms f2 in die erste Dehydrierzone; G) Einspeisung des 2-Buten enthaltenden Stroms f3 in eine Isomerisierungszone und Isomerisierung von 2-Buten zu 1-Buten, wobei ein 1-Buten und 2-Buten enthaltender Kreisstrom g gewonnen wird, und Rückführung des Kreisstroms g in die Destillationszone.

WO 2005/063657 A1



(81) **Bestimmungsstaaten** (*soweit nicht anders angegeben, für jede verfügbare nationale Schutzrechtsart*): AE, AG, AL, AM, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DK, DM, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, HR, HU, ID, IL, IN, IS, JP, KE, KG, KP, KR, KZ, LC, LK, LS, LT, LU, LV, MA, MD, MG, MK, MN, MW, MX, MZ, NA, NI, NO, NZ, OM, PG, PH, PL, PT, RO, RU, SC, SD, SE, SG, SK, SL, SY, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, YU, ZA, ZM, ZW.

TJ, TM), europäisches (AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, MC, NL, PL, PT, RO, SE, SI, SK, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

Veröffentlicht:

- mit internationalem Recherchenbericht
- vor Ablauf der für Änderungen der Ansprüche geltenden Frist; Veröffentlichung wird wiederholt, falls Änderungen eintreffen

(84) **Bestimmungsstaaten** (*soweit nicht anders angegeben, für jede verfügbare regionale Schutzrechtsart*): ARIPO (BW, GH, GM, KE, LS, MW, MZ, NA, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), eurasisches (AM, AZ, BY, KG, KZ, MD, RU,

Zur Erklärung der Zweibuchstaben-Codes und der anderen Abkürzungen wird auf die Erklärungen ("Guidance Notes on Codes and Abbreviations") am Anfang jeder regulären Ausgabe der PCT-Gazette verwiesen.

Verfahren zur Herstellung von Butadien und 1-Buten

5 Die Erfindung betrifft ein Verfahren zur Herstellung von Butadien und 1-Buten.

Butadien ist eine bedeutende Grundchemikalie und wird beispielsweise zur Herstellung von Synthesekautschuken (Butadien-Homopolymere, Styrol-Butadien-Kautschuk oder Nitril-Kautschuk) oder zur Herstellung von thermoplastischen Terpolymeren (Acrylnitril-10 Butadien-Styrol-Copolymere) eingesetzt. Butadien wird ferner zu Sulfolan, Chloropren und 1,4-Hexamethylendiamin (über 1,4-Dichlorbuten und Adipinsäuredinitril) umgesetzt. Durch Dimerisierung von Butadien kann ferner Vinylcyclohexen erzeugt werden, welches zu Styrol dehydriert werden kann.

15 1-Buten ist ebenso wie Butadien eine bedeutende Grundchemikalie. Ausgehend von 1-Buten werden beispielsweise durch Oxosynthese Valeraldehyd und durch Metathese Hexen hergestellt.

20 Butadien kann durch thermische Spaltung (Steam-Cracken) gesättigter Kohlenwasserstoffe hergestellt werden, wobei üblicherweise von Naphtha als Rohstoff ausgegangen wird. Beim Steam-Cracken von Naphtha fällt ein Kohlenwasserstoff-Gemisch aus Methan, Ethan, Ethen, Acetylen, Propan, Propen, Propin, Allen, Butenen, Butadien, Butinen, Methylallen, C₅- und höheren Kohlenwasserstoffen an.

25 Nachteilig an der Erzeugung von Butadien im Crackprozess ist, dass zwangsläufig größere Mengen an unerwünschten Koppelprodukten anfallen.

Aufgabe der Erfindung ist es, ein Verfahren zur Herstellung von Butadien und 1-Buten aus n-Butan bereitzustellen, bei dem in möglichst geringem Umfang Koppelprodukte anfallen.

30 Gelöst wird die Aufgabe durch ein Verfahren zur Herstellung von Butadien und 1-Buten aus n-Butan mit den Schritten

- A) Bereitstellung eines n-Butan enthaltenden Einsatzgasstroms a;
- 35 B) Einspeisung des n-Butan enthaltenden Einsatzgasstroms a in mindestens eine erste Dehydrierzone und nicht-oxidative katalytische Dehydrierung von n-Butan, wobei

ein Produktgasstrom b enthaltend n-Butan, 1-Buten, 2-Buten, Butadien, Wasserstoff, leichtsiedende Nebenbestandteile und gegebenenfalls Wasserdampf erhalten wird;

5 C) Einspeisung des Produktgasstroms b der nicht-oxidativen katalytischen Dehydrierung und eines sauerstoffhaltigen Gases in mindestens eine zweite Dehydrierzone und oxidative Dehydrierung von 1-Buten und 2-Buten, wobei ein Produktgasstrom c enthaltend n-Butan, 2-Buten, Butadien, Wasserstoff, leichtsiedende Nebenbestandteile und Wasserdampf erhalten wird, welcher einen höheren Gehalt an Butadien als der Produktgasstrom b aufweist;

10 D) Abtrennung von Wasserstoff, der leichtsiedenden Nebenbestandteile und von Wasserdampf, wobei ein C₄-Produktgasstrom d im Wesentlichen bestehend aus n-Butan, 2-Buten und Butadien erhalten wird;

15 E) Trennung des C₄-Produktgasstroms d in einen im Wesentlichen aus n-Butan und 2-Buten bestehenden Strom e1 und einen im Wesentlichen aus Butadien bestehenden Wertproduktstrom e2 durch Extraktivdestillation;

20 F) Einspeisung des im Wesentlichen aus n-Butan und 2-Buten bestehenden Stroms e1 und eines 1-Buten und 2-Buten enthaltenden Kreisstroms g in eine Destillationszone und Auftrennung in einen 1-Buten reichen Wertproduktstrom f1, einen 2-Buten und n-Butan enthaltenden Rückführstrom f2 und einen 2-Buten enthaltenden Strom f3, und Rückführung des Rückführstroms f2 in die erste Dehydrierzone;

25 G) Einspeisung des 2-Buten enthaltenden Stroms f3 in eine Isomerisierungszone und Isomerisierung von 2-Buten zu 1-Buten, wobei ein 1-Buten und 2-Buten enthaltender Kreisstrom g gewonnen wird, und Rückführung des Kreisgasstroms g in die Destillationszone.

30 Das erfindungsgemäße Verfahren zeichnet sich durch eine besonders effektive Ausnutzung der Rohstoffe aus. So werden Verluste des Rohstoffs n-Butan durch Rückführung von nicht umgesetztem n-Butan in die Dehydrierung minimiert. Durch die Koppelung von nicht-oxidativer katalytischer Dehydrierung und oxidativer Dehydrierung wird eine hohe Butadien-Ausbeute erzielt. Durch die Isomerisierung von 2-Buten zu 1-Buten wird außerdem 1-Buten als Wertprodukt erhalten.

35

In einem ersten Verfahrensteil A wird ein n-Butan enthaltender Einsatzgasstrom a bereitgestellt. Üblicherweise wird dabei von an n-Butan reichen Gasgemischen wie liquefied petroleum gas (LPG) als Rohstoff ausgegangen. LPG enthält im Wesentlichen gesättigte C₂-C₅-Kohlenwasserstoffe. Daneben enthält es auch Methan und Spuren von C₆⁺-

5 Kohlenwasserstoffen. Die Zusammensetzung von LPG kann stark schwanken. Vorteilhafter Weise enthält das eingesetzte LPG mindestens 10 Gew.-% Butane.

Alternativ kann ein veredelter C₄-Strom aus Crackern oder Raffinerien eingesetzt werden.

10 In einer Variante des erfindungsgemäßen Verfahrens umfasst die Bereitstellung des n-Butan enthaltenden Dehydrier-Einsatzgasstromes die Schritte

(A1) Bereitstellung eines liquefied petroleum gas (LPG)-Stroms,

15 (A2) Abtrennung von Propan und gegebenenfalls Methan, Ethan und C₅⁺-Kohlenwasserstoffen (hauptsächlich Pentane, daneben Hexane, Heptane, Benzol, Toluol) aus dem LPG-Strom, wobei ein Butane (n-Butan und Isobutan) enthaltender Strom erhalten wird,

20 (A3) Abtrennung von Isobutan aus dem Butane enthaltenden Strom, wobei der n-Butan enthaltende Einsatzgasstrom erhalten wird, und gegebenenfalls Isomerisierung des abgetrennten Isobutans zu einem n-Butan/Isobutan-Gemisch und Rückführung des n-Butan/Isobutan-Gemischs in die Isobutan-Abtrennung.

25 Die Abtrennung von Propan und gegebenenfalls Methan, Ethan und C₅⁺-Kohlenwasserstoffen erfolgt beispielsweise in einer oder mehreren üblichen Rektifizierkolonnen. Beispielsweise können in einer ersten Kolonne Leichtsieder (Methan, Ethan, Propan) über Kopf und in einer zweiten Kolonne Schwersieder (C₅⁺-Kohlenwasserstoffe) am Kolonnensumpf abgetrennt werden. Es wird ein Butane (n-Butan und Isobutan) enthaltender Strom erhalten, aus dem Isobutan beispielsweise in einer üblichen Rektifizierkolonne abgetrennt wird. Der verbleibende, n-Butan enthaltende Strom wird als Einsatzgasstrom für die nachfolgende Butan-Dehydrierung eingesetzt.

35 Der abgetrennte Isobutan-Strom wird vorzugsweise einer Isomerisierung unterworfen. Dazu wird der Isobutan enthaltende Strom in einen Isomerisierungsreaktor eingespeist. Die Isomerisierung von Isobutan zu n-Butan kann wie in GB-A 2 018 815 beschrieben durchge-

führt werden. Es wird ein n-Butan/Isobutan-Gemisch erhalten, das in die n-Butan/Isobutan-Trennkolonne eingespeist wird.

Der abgetrennte Isobutan-Strom kann auch einer weiteren Verwendung zugeführt werden,
5 beispielsweise zur Herstellung von Methacrylsäure, Polyisobuten oder Methyl-tert.-butylether eingesetzt werden.

In einem Verfahrensteil B wird der n-Butan enthaltende Einsatzgasstrom in eine Dehydrierzone eingespeist und einer nicht-oxidativen katalytischen Dehydrierung unterworfen. Dabei
10 wird n-Butan in einem Dehydrierreaktor an einem dehydriertaktiven Katalysator teilweise zu 1-Buten und 2-Buten dehydriert, wobei auch Butadien gebildet wird. Daneben fallen Wasserstoff und in geringen Mengen Methan, Ethan, Ethen, Propan und Propen an. Je nach Fahrweise der Dehydrierung können außerdem Kohlenstoffoxide (CO, CO₂), Wasser und Stickstoff im Produktgasgemisch der nicht-oxidativen katalytischen n-Butan-Dehydrierung
15 enthalten sein. Daneben liegt im Produktgasgemisch nicht umgesetztes n-Butan vor.

Die nicht-oxidative katalytische n-Butan-Dehydrierung kann mit oder ohne sauerstoffhaltigem Gas als Co-Feed durchgeführt werden.

20 Ein Merkmal der nicht-oxidativen Fahrweise gegenüber einer oxidativen Fahrweise ist das Vorhandensein von Wasserstoff im Austragsgas. Bei der oxidativen Dehydrierung wird kein freier Wasserstoff in wesentlichen Mengen gebildet.

25 Die nicht-oxidative katalytische n-Butan-Dehydrierung kann grundsätzlich in allen aus dem Stand der Technik bekannten Reaktortypen und Fahrweisen durchgeführt werden. Eine vergleichsweise ausführliche Beschreibung von erfindungsgemäß geeigneten Dehydrierverfahren enthält auch „Catalytica® Studies Division, Oxidative Dehydrogenation and Alternative Dehydrogenation Processes“ (Study Number 4192 OD, 1993, 430 Ferguson Drive, Mountain View, California, 94043-5272, USA).

30 Eine geeignete Reaktorform ist der Festbettrohr- oder Rohrbündelreaktor. Bei diesen befindet sich der Katalysator (Dehydrierungskatalysator und, bei Arbeiten mit Sauerstoff als Co-Feed, gegebenenfalls spezieller Oxidationskatalysator) als Festbett in einem Reaktionsrohr oder in einem Bündel von Reaktionsrohren. Die Reaktionsrohre werden üblicherweise dadurch indirekt beheizt, dass in dem die Reaktionsrohre umgebenden Raum ein Gas, z.B. ein Kohlenwasserstoff wie Methan, verbrannt wird. Günstig ist es dabei, diese indirekte Form der Aufheizung lediglich auf den ersten ca. 20 bis 30% der Länge der Festbettschüttung

anzuwenden und die verbleibende Schüttungslänge durch die im Rahmen der indirekten Aufheizung freigesetzte Strahlungswärme auf die erforderliche Reaktionstemperatur aufzuheizen. Übliche Reaktionsrohr-Innendurchmesser betragen etwa 10 bis 15 cm. Ein typischer Dehydrierrohrbündelreaktor umfasst ca. 300 bis 1000 Reaktionsrohre. Die Temperatur im
5 Reaktionsrohrinneren bewegt sich üblicherweise im Bereich von 300 bis 1200°C, vorzugsweise im Bereich von 500 bis 1000°C. Der Arbeitsdruck liegt üblicherweise zwischen 0,5 und 8 bar, häufig zwischen 1 und 2 bar bei Verwendung einer geringen Wasserdampfverdünnung (analog dem Linde-Verfahren zur Propan-Dehydrierung), aber auch zwischen 3 und 8 bar bei Verwendung einer hohen Wasserdampfverdünnung (analog dem sogenannten
10 „steam active reforming process“ (STAR-Prozess) zur Dehydrierung von Propan oder Butan von Phillips Petroleum Co., siehe US 4,902,849, US 4,996,387 und US 5,389,342). Typische Katalysatorbelastungen (GHSV) liegen bei 500 bis 2000 h⁻¹, bezogen auf eingesetzten Kohlenwasserstoff. Die Katalysatorgeometrie kann beispielsweise kugelförmig oder zylindrisch (hohl oder voll) sein.

15 Die nicht-oxidative katalytische n-Butan-Dehydrierung kann auch, wie in Chem. Eng. Sci. 1992 b, 47 (9-11) 2313 beschrieben, heterogen katalysiert im Wirbelbett durchgeführt werden. Zweckmäßigerweise werden dabei zwei Wirbelbetten nebeneinander betrieben, von denen sich eines in der Regel im Zustand der Regenerierung befindet. Der Arbeitsdruck
20 beträgt typischerweise 1 bis 2 bar, die Dehydriertemperatur in der Regel 550 bis 600°C. Die für die Dehydrierung erforderliche Wärme wird dabei in das Reaktionssystem eingebracht, indem der Dehydrierkatalysator auf die Reaktionstemperatur vorerhitzt wird. Durch die Zumischung eines Sauerstoff enthaltenden Co-Feeds kann auf die Vorerhitzer verzichtet werden, und die benötigte Wärme direkt im Reaktorsystem durch Verbrennung von Wasserstoff und/oder Kohlenwasserstoffen in Gegenwart von Sauerstoff erzeugt werden. Gegebenenfalls kann zusätzlich ein Wasserstoff enthaltender Co-Feed zugemischt werden.

Die nicht-oxidative katalytische n-Butan-Dehydrierung kann mit oder ohne Sauerstoffhaltigem Gas als Co-Feed in einem Hordenreaktor durchgeführt werden. Dieser enthält ein
30 oder mehrere aufeinanderfolgende Katalysatorbetten. Die Anzahl der Katalysatorbetten kann 1 bis 20, zweckmäßigerweise 1 bis 6, bevorzugt 1 bis 4 und insbesondere 1 bis 3 betragen. Die Katalysatorbetten werden vorzugsweise radial oder axial vom Reaktionsgas durchströmt. Im Allgemeinen wird ein solcher Hordenreaktor mit einem Katalysatorfestbett betrieben. Im einfachsten Fall sind die Katalysatorfestbetten in einem Schachtofenreaktor
35 axial oder in den Ringspalten von konzentrisch angeordneten zylindrischen Gitterrosten angeordnet. Ein Schachtofenreaktor entspricht einer Horde. Die Durchführung der Dehydrierung in einem einzelnen Schachtofenreaktor entspricht einer bevorzugten Ausführungs-

form, wobei mit sauerstoffhaltigem Co-Feed gearbeitet werden kann. In einer weiteren bevorzugten Ausführungsform wird die Dehydrierung in einem Hordenreaktor mit 3 Katalysatorbetten durchgeführt. Bei einer Fahrweise ohne sauerstoffhaltigem Gas als Co-Feed wird das Reaktionsgasgemisch im Hordenreaktor auf seinem Weg von einem Katalysatorbett zum nächsten Katalysatorbett einer Zwischenerhitzung unterworfen, z.B. durch Überleiten über mit heißen Gasen erhitzte Wärmeaustauscherflächen oder durch Durchleiten durch mit heißen Brenngasen beheizte Rohre.

In einer bevorzugten Ausführungsform des erfindungsgemäßen Verfahrens wird die nicht-oxidative katalytische n-Butan-Dehydrierung autotherm durchgeführt. Dazu wird dem Reaktionsgasgemisch der n-Butan-Dehydrierung in mindestens einer Reaktionszone zusätzlich Sauerstoff zugemischt und der in dem Reaktionsgasgemisch enthaltene Wasserstoff und/oder Kohlenwasserstoff zumindest teilweise verbrannt, wodurch zumindest ein Teil der benötigten Dehydrierwärme in der mindestens einen Reaktionszone direkt in dem Reaktionsgasgemisch erzeugt wird.

Im allgemeinen wird die Menge des dem Reaktionsgasgemisch zugesetzten sauerstoffhaltigen Gases so gewählt, dass durch die Verbrennung von im Reaktionsgasgemisch vorhandenen Wasserstoff und gegebenenfalls von im Reaktionsgasgemisch vorliegenden Kohlenwasserstoffen und/oder von in Form von Koks vorliegendem Kohlenstoff die für die Dehydrierung des n-Butans benötigte Wärmemenge erzeugt wird. Im Allgemeinen beträgt die insgesamt zugeführte Sauerstoffmenge, bezogen auf die Gesamtmenge des Butans, 0,001 bis 0,5 mol/mol, bevorzugt 0,005 bis 0,2 mol/mol, besonders bevorzugt 0,05 bis 0,2 mol/mol. Sauerstoff kann entweder als reiner Sauerstoff oder als sauerstoffhaltiges Gas im Gemisch mit Inertgasen, beispielsweise in Form von Luft, eingesetzt werden. Die Inertgase und die resultierenden Verbrennungsgase wirken im Allgemeinen zusätzlich verdünnend und fördern damit die heterogen katalysierte Dehydrierung.

Der zur Wärmeerzeugung verbrannte Wasserstoff ist der bei der katalytischen n-Butan-Dehydrierung gebildete Wasserstoff sowie gegebenenfalls dem Reaktionsgasgemisch als wasserstoffhaltiges Gas zusätzlich zugesetzter Wasserstoff. Vorzugsweise sollte soviel Wasserstoff zugegen sein, dass das Molverhältnis H_2/O_2 im Reaktionsgasgemisch unmittelbar nach der Einspeisung von Sauerstoff 1 bis 10, bevorzugt 2 bis 5 mol/mol beträgt. Dies gilt bei mehrstufigen Reaktoren für jede Zwischeneinspeisung von sauerstoffhaltigem und gegebenenfalls wasserstoffhaltigem Gas.

Die Wasserstoffverbrennung erfolgt katalytisch. Der eingesetzte Dehydrierungskatalysator katalysiert im Allgemeinen auch die Verbrennung der Kohlenwasserstoffe und von Wasserstoff mit Sauerstoff, so dass grundsätzlich kein von diesem verschiedener spezieller Oxidationskatalysator erforderlich ist. In einer Ausführungsform wird in Gegenwart eines oder

5 mehrerer Oxidationskatalysatoren gearbeitet, die selektiv die Verbrennung von Wasserstoff mit Sauerstoff zu Wasser in Gegenwart von Kohlenwasserstoffen katalysieren. Die Verbrennung dieser Kohlenwasserstoffe mit Sauerstoff zu CO, CO₂ und Wasser läuft dadurch nur in untergeordnetem Maße ab. Vorzugsweise liegen der Dehydrierungskatalysator und der Oxidationskatalysator in verschiedenen Reaktionszonen vor.

10

Bei mehrstufiger Reaktionsführung kann der Oxidationskatalysator in nur einer, in mehreren oder in allen Reaktionszonen vorliegen.

15 Bevorzugt ist der Katalysator, der selektiv die Oxidation von Wasserstoff katalysiert, an den Stellen angeordnet, an denen höhere Sauerstoffpartialdrucke herrschen als an anderen Stellen des Reaktors, insbesondere in der Nähe der Einspeisungsstelle für das sauerstoffhaltige Gas. Die Einspeisung von sauerstoffhaltigem Gas und/oder wasserstoffhaltigem Gas kann an einer oder mehreren Stelle des Reaktors erfolgen.

20 20 In einer Ausführungsform des erfindungsgemäßen Verfahrens erfolgt eine Zwischeneinspeisung von sauerstoffhaltigem Gas und von wasserstoffhaltigem Gas vor jeder Horde eines Hordenreaktors. In einer weiteren Ausführungsform des erfindungsgemäßen Verfahrens erfolgt die Einspeisung von sauerstoffhaltigem Gas und von wasserstoffhaltigem Gas vor jeder Horde außer der ersten Horde. In einer Ausführungsform ist hinter jeder Einspeisungs-25 stelle eine Schicht aus einem speziellen Oxidationskatalysator vorhanden, gefolgt von einer Schicht aus dem Dehydrierungskatalysator. In einer weiteren Ausführungsform ist kein spezieller Oxidationskatalysator vorhanden. Die Dehydriertemperatur beträgt im allgemeinen 400 bis 1100 °C, der Druck im letzten Katalysatorbett des Hordenreaktors im Allgemeinen 0,2 bis 5 bar, bevorzugt 1 bis 3 bar. Die Belastung (GHSV) beträgt im allgemeinen 500 bis 30 2000 h⁻¹, bei Hochlastfahrweise auch bis zu 100 000 h⁻¹, bevorzugt 4000 bis 16 000 h⁻¹.

Ein bevorzugter Katalysator, der selektiv die Verbrennung von Wasserstoff katalysiert, enthält Oxide und/oder Phosphate, ausgewählt aus der Gruppe bestehend aus den Oxiden und/oder Phosphaten von Germanium, Zinn, Blei, Arsen, Antimon oder Bismut. Ein weiterer bevorzugter Katalysator, der die Verbrennung von Wasserstoff katalysiert, enthält ein Edelmetall der VIII. und/oder I. Nebengruppe.

Die eingesetzten Dehydrierungskatalysatoren weisen im Allgemeinen einen Träger und eine Aktivmasse auf. Der Träger besteht dabei in der Regel aus einem wärmebeständigen Oxid oder Mischoxid. Bevorzugt enthalten die Dehydrierungskatalysatoren ein Metalloxid, das ausgewählt ist aus der Gruppe bestehend aus Zirkondioxid, Zinkoxid, Aluminiumoxid, Siliciumdioxid, Titandioxid, Magnesiumoxid, Lanthanoxid, Ceroxid und deren Gemischen, als Träger. Bei den Gemischen kann es sich um physikalische Mischungen oder auch um chemische Mischphasen wie Magnesium- oder Zinkaluminiumoxid-Mischoxide handeln. Bevorzugte Träger sind Zirkondioxid und/oder Siliziumdioxid, besonders bevorzugt sind Gemische aus Zirkondioxid und Siliziumdioxid.

10

Die Aktivmasse der Dehydrierungskatalysatoren enthalten im allgemeinen ein oder mehrere Elemente der VIII. Nebengruppe, bevorzugt Platin und/oder Palladium, besonders bevorzugt Platin. Darüber hinaus können die Dehydrierungskatalysatoren ein oder mehrere Elemente der I. und/oder II. Hauptgruppe aufweisen, bevorzugt Kalium und/oder Cäsium. Weiterhin können die Dehydrierungskatalysatoren ein oder mehrere Elemente der III. Nebengruppe einschließlich der Lanthaniden und Actiniden enthalten, bevorzugt Lanthan und/oder Cer. Schließlich können die Dehydrierungskatalysatoren ein oder mehrere Elemente der III. und/oder IV. Hauptgruppe aufweisen, bevorzugt ein oder mehrere Elemente aus der Gruppe bestehend aus Bor, Gallium, Silizium, Germanium, Zinn und Blei, besonders bevorzugt Zinn.

20

In einer bevorzugten Ausführungsform enthält der Dehydrierungskatalysator mindestens ein Element der VIII. Nebengruppe, mindestens ein Element der I. und/oder II. Hauptgruppe, mindestens ein Element der III. und/oder IV. Hauptgruppe und mindestens ein Element der III. Nebengruppe einschließlich der Lanthaniden und Actiniden.

25

Beispielsweise können erfindungsgemäß alle Dehydriertkatalysatoren eingesetzt werden, die in den WO 99/46039, US 4,788,371, EP-A 705 136, WO 99/29420, US 5,220,091, US 5,430,220, US 5,877,369, EP 0 117 146, DE-A 199 37 106, DE-A 199 37 105 und DE-A 30 199 37 107 offenbart werden. Besonders bevorzugte Katalysatoren für die vorstehend beschriebenen Varianten der autothermen n-Butan-Dehydrierung sind die Katalysatoren gemäß den Beispiel 1, 2, 3 und 4 der DE-A 199 37 107.

Die n-Butan-Dehydrierung wird bevorzugt in Gegenwart von Wasserdampf durchgeführt.

35

Der zugesetzte Wasserdampf dient als Wärmeträger und unterstützt die Vergasung von organischen Ablagerungen auf den Katalysatoren, wodurch der Verkokung der Katalysatoren entgegengewirkt und die Standzeit der Katalysatoren erhöht wird. Dabei werden die organi-

schen Ablagerungen in Kohlenmonoxid, Kohlendioxid und gegebenenfalls Wasser umgewandelt.

Der Dehydrierungskatalysator kann in an sich bekannter Weise regeneriert werden. So kann
5 dem Reaktionsgasgemisch Wasserdampf zugesetzt werden oder von Zeit zu Zeit ein Sauerstoff enthaltendes Gas bei erhöhter Temperatur über die Katalysatorschüttung geleitet werden und der abgeschiedene Kohlenstoff abgebrannt werden. Durch die Verdünnung mit Wasserdampf wird das Gleichgewicht zu den Produkten der Dehydrierung verschoben. Gegebenenfalls wird der Katalysator nach der Regenerierung mit einem wasserstoffhaltigen
10 Gas reduziert.

Bei der nicht-oxidativen katalytischen n-Butan-Dehydrierung wird ein Gasgemisch erhalten, das neben Butadien 1-Buten, 2-Buten und nicht umgesetztem n-Butan Nebenbestandteile enthält. Übliche Nebenbestandteile sind Wasserstoff, Wasserdampf, Stickstoff, CO und
15 CO₂, Methan, Ethan, Ethen, Propan und Propen. Die Zusammensetzung des die erste Dehydrierzone verlassenden Gasgemischs kann abhängig von der Fahrweise der Dehydrierung stark variieren. So weist bei Durchführung der bevorzugten autothermen Dehydrierung unter Einspeisung von Sauerstoff und zusätzlichem Wasserstoff das Produktgasgemisch einen vergleichsweise hohen Gehalt an Wasserdampf und Kohlenstoffoxiden auf. Bei Fahrweisen
20 ohne Einspeisung von Sauerstoff weist das Produktgasgemisch der nicht-oxidativen Dehydrierung einen vergleichsweise hohen Gehalt an Wasserstoff auf.

Der Produktgasstrom der nicht-oxidativen autothermen n-Butan-Dehydrierung enthält typischerweise 0,1 bis 15 Vol.-% Butadien, 1 bis 15 Vol.-% 1-Buten, 1 bis 25 Vol.-% 2-Buten
25 (cis/trans-2-Buten), 20 bis 70 Vol.-% n-Butan, 1 bis 70 Vol.-% Wasserdampf, 0 bis 10 Vol.-% leichtsiedende Kohlenwasserstoffe (Methan, Ethan, Ethen, Propan und Propen), 0,1 bis 40 Vol.-% Wasserstoff, 0 bis 70 Vol.-% Stickstoff und 0 bis 5 Vol.-% Kohlenstoffoxide.

Der die erste Dehydrierzone verlassende Produktgasstrom b wird bevorzugt in zwei Teilströme aufgetrennt, wobei nur einer der beiden Teilströme den weiteren Verfahrensteilen C bis G unterworfen wird und der zweite Teilstrom in die erste Dehydrierzone zurückgeführt werden kann. Eine entsprechende Verfahrensweise ist in DE-A 102 11 275 beschrieben. Es kann jedoch auch der gesamte Produktgasstrom b der nicht-oxidativen katalytischen n-Butan-Dehydrierung den weiteren Verfahrensteilen C bis G unterworfen werden.
35

Der nicht-oxidativen katalytischen Dehydrierung wird erfindungsgemäß eine oxidative Dehydrierung (Oxidehydrierung) als Verfahrensteil C nachgeschaltet. Dabei werden im We-

sentlichen 1-Buten und 2-Buten zu 1,3-Butadien dehydriert, wobei 1-Buten im Allgemeinen nahezu vollständig abreagiert.

Diese kann grundsätzlich in allen aus dem Stand der Technik bekannten Reaktortypen und 5 Fahrweisen durchgeführt werden, wie beispielsweise im Wirbelbett, im Hordenofen, im Festbettrohr- oder –rohrbündelreaktor oder im Plattenwärmetauscherreaktor. Letzterer wird bei dem erfundungsgemäßen Verfahren bevorzugt eingesetzt. Zur Durchführung der oxidativen Dehydrierung wird ein Gasgemisch benötigt, welches ein molares Sauerstoff: n-Butene- 10 Verhältnis von mindestens 0,5 aufweist. Bevorzugt wird bei einem Sauerstoff : n-Butene- Verhältnis von 0,55 bis 50 gearbeitet. Zur Einstellung dieses Wertes wird in der Regel das aus der nicht-oxidativen katalytischen Dehydrierung stammende Produktgasgemisch mit Sauerstoff oder einem sauerstoffhaltigem Gas, beispielsweise Luft, vermischt. Das erhaltene sauerstoffhaltige Gasgemisch wird dann der Oxidehydrierung zugeführt.

15 Die für die Oxidehydrierung besonders geeigneten Katalysatoren basieren im Allgemeinen auf einem Mo-Bi-O-haltigen Multimetallocxidsystem, das in der Regel zusätzlich Eisen enthält. Im Allgemeinen enthält das Katalysatorsystem noch weitere zusätzliche Komponenten aus der 1. bis 15. Gruppe des Periodensystems, wie beispielsweise Kalium, Magnesium, Zirkon, Chrom, Nickel, Cobalt, Cadmium, Zinn, Blei, Germanium, Lanthan, Mangan, Wolfram, Phosphor, Cer, Aluminium oder Silizium.

20

Geeignete Katalysatoren und deren Herstellung sind beispielsweise beschrieben in US 4,423,281 ($\text{Mo}_{12}\text{BiNi}_8\text{Pb}_{0,5}\text{Cr}_3\text{K}_{0,2}\text{O}_x$ und $\text{Mo}_{12}\text{Bi}_b\text{Ni}_7\text{Al}_3\text{Cr}_{0,5}\text{K}_{0,5}\text{O}_x$), US 4,336,409 ($\text{Mo}_{12}\text{BiNi}_6\text{Cd}_2\text{Cr}_3\text{P}_{0,5}\text{O}_x$), DE-A 26 00 128 ($\text{Mo}_{12}\text{BiNi}_{0,5}\text{Cr}_3\text{P}_{0,5}\text{Mg}_{7,5}\text{K}_{0,1}\text{O}_x + \text{SiO}_2$) und 25 DE-A 24 40 329 ($\text{Mo}_{12}\text{BiCo}_{4,5}\text{Ni}_{2,5}\text{Cr}_3\text{P}_{0,5}\text{K}_{0,1}\text{O}_x$).

Die Stöchiometrie der Aktivmasse einer Vielzahl der für die Oxidehydrierung geeigneten Multimetallocxidkatalysatoren lässt sich unter die allgemeine Formel (I)



in der die Variablen nachfolgende Bedeutung aufweisen:

$\text{X}^1 = \text{W}, \text{Sn}, \text{Mn}, \text{La}, \text{Ce}, \text{Ge}, \text{Ti}, \text{Zr}, \text{Hf}, \text{Nb}, \text{P}, \text{Si}, \text{Sb}, \text{Al}, \text{Cd}$ und/oder Mg ;

35 a = 0,5 bis 5, vorzugsweise 0,5 bis 2;
 b = 0 bis 5, vorzugsweise 2 bis 4;
 c = 0 bis 10, vorzugsweise 3 bis 10;

d = 0 bis 10;
e = 0 bis 10, vorzugsweise 0,1 bis 4;
f = 0 bis 5, vorzugsweise 0,1 bis 2;
g = 0 bis 2, vorzugsweise 0,01 bis 1; und
5 x = eine Zahl, die durch die Wertigkeit und Häufigkeit der von Sauerstoff verschiedenen Elementen in (I) bestimmt wird;

subsumieren.

10 Bevorzugt setzt man beim erfindungsgemäßen Verfahren für die Oxidehydrierung ein Mo-Bi-Fe-O-haltiges Multimetallocoxidsystem ein, wobei ein Mo-Bi-Fe-Cr-O- oder Mo-Bi-Fe-Zr-O-haltiges Multimetallocoxidsystem besonders bevorzugt ist. Bevorzugte Systeme sind beispielsweise beschrieben in US 4,547,615 ($Mo_{12}BiFe_{0,1}Ni_8ZrCr_3K_{0,2}O_x$ und $Mo_{12}BiFe_{0,1}Ni_8AlCr_3K_{0,2}O_x$), US 4,424,141 ($Mo_{12}BiFe_3Co_{4,5}Ni_{2,5}P_{0,5}K_{0,1}O_x + SiO_2$), DE-
15 A 25 30 959 ($Mo_{12}BiFe_3Co_{4,5}Ni_{2,5}Cr_{0,5}K_{0,1}O_x$, $Mo_{13,75}BiFe_3Co_{4,5}Ni_{2,5}Ge_{0,5}K_{0,8}O_x$, $Mo_{12}BiFe_3Co_{4,5}Ni_{2,5}Mn_{0,5}K_{0,1}O_x$ und $Mo_{12}BiFe_3Co_{4,5}Ni_{2,5}La_{0,5}K_{0,1}O_x$), US 3,911,039 ($Mo_{12}BiFe_3Co_{4,5}Ni_{2,5}Sn_{0,5}K_{0,1}O_x$), DE-A 25 30 959 und DE-A 24 47 825 ($Mo_{12}BiFe_3Co_{4,5}Ni_{2,5}W_{0,5}K_{0,1}O_x$). Herstellung und Charakterisierung der genannten Katalysatoren sind ausführlich in den zitierten Schriften beschrieben.

20 Der Katalysator zur Oxidehydrierung wird im Allgemeinen als Formkörper mit einer mittleren Größe von über 2 mm eingesetzt. Aufgrund des zu beachtenden Druckverlustes während der Ausübung des Verfahrens sind kleinere Formkörper in der Regel ungeeignet. Als geeignete Formkörper seien beispielsweise genannt Tabletten, Zylinder, Hohlzylinder, Ringe,
25 Kugeln, Stränge, Wagenräder oder Extrudate. Besondere Formen, wie beispielsweise "Trilobes" und "Tristars" (siehe EP-A-0 593 646) oder Formkörper mit mindestens einer Einkerbung an der Außenseite (siehe US 5,168,090) sind ebenfalls möglich.

30 Im Allgemeinen kann der verwendete Katalysator als sogenannter Vollkatalysator eingesetzt werden. In diesem Fall besteht der gesamte Katalysatorformkörper aus der Aktivmasse, inklusive eventueller Hilfsmittel, wie etwa Graphit oder Porenbildner, sowie weiterer Komponenten. Insbesondere hat es sich als günstig erwiesen, den für die Oxidehydrierung der n-Butene zu Butadien bevorzugt eingesetzten Mo-Bi-Fe-O-haltigen Katalysator als Vollkatalysator einzusetzen. Des Weiteren ist es möglich, die Aktivmassen der Katalysatoren auf 35 einen Träger, beispielsweise einen anorganischen, oxidischen Formkörper, aufzubringen. Derartige Katalysatoren werden in der Regel als Schalenkatalysatoren bezeichnet.

Die Oxidehydrierung wird im Allgemeinen bei einer Temperatur von 220 bis 490 °C und bevorzugt von 250 bis 450 °C durchgeführt. Man wählt einen Reaktoreingangsdruck, der ausreicht, die in der Anlage und der nachfolgenden Aufarbeitung vorhandenen Strömungswiderstände zu überwinden. Dieser Reaktoreingangsdruck liegt in der Regel bei 0,005 bis
5 1 MPa Überdruck, bevorzugt 0,01 bis 0,5 MPa Überdruck. Naturgemäß fällt der im Eingangsbereich des Reaktors angewendete Gasdruck weitgehend über die gesamte Schüttung aus Katalysator ab.

Durch die Kopplung der nicht-oxidativen katalytischen, bevorzugt autothermen Dehydrierung mit der oxidativen Dehydrierung der gebildeten n-Butene wird eine sehr viel höhere Ausbeute an Butadien, bezogen auf eingesetztes n-Butan, erhalten. Ferner kann die nicht-oxidative Dehydrierung schonender betrieben werden. Vergleichbare Butadien-Ausbeuten wären mit einer ausschließlich nicht-oxidativen Dehydrierung nur zum Preis deutlich niedrigerer Selektivitäten zu erreichen. Bei ausschließlich oxidativer Dehydrierung werden nur
10 15 geringe n-Butan-Umsätze erzielt.

Der die oxidative Dehydrierung verlassende Produktgasstrom c enthält neben Butadien und nicht umgesetztem n-Butan noch 2-Buten und Wasserdampf. Als Nebenbestandteile enthält er im Allgemeinen Kohlenmonoxid, Kohlendioxid, Sauerstoff, Stickstoff, Methan, Ethan,
20 Ethen, Propan und Propen, gegebenenfalls Wasserstoff sowie sauerstoffhaltige Kohlenwasserstoffe, sogenannte Oxygenate. Im Allgemeinen enthält er nur noch geringe Anteile an 1-Buten.

Im Allgemeinen weist der die oxidative Dehydrierung verlassende Produktgasstrom c 1 bis
25 40 Vol.-% Butadien, 20 bis 80 Vol.-% n-Butan, 0,5 bis 40 Vol.-% 2-Buten, 0 bis 40 Vol.-% 1-Buten, 0 bis 70 Vol.-% Wasserdampf, 0 bis 10 Vol.-% leichtsiedende Kohlenwasserstoffe (Methan, Ethan, Ethen, Propan und Propen), 0,1 bis 40 Vol.-% Wasserstoff, 0 bis 70 Vol.-% Stickstoff, 0 bis 10 Vol.-% Kohlenstoffoxide und 0 bis 10 Vol.-% Oxygenate auf. Oxygenate können beispielsweise Furan, Essigsäure, Maleinsäureanhydrid, Ameisensäure oder Butyraldehyd sein.
30

In einem Verfahrensteil D werden die von den C₄-Kohlenwasserstoffen (n-Butan, iso-Butan, 1-Buten, cis-/trans-2-Buten, iso-Buten, Butadien) verschiedenen leicht siedenden Nebenbestandteile zumindest teilweise, vorzugsweise aber im wesentlichen vollständig aus dem Produktgasstrom der n-Butan-Dehydrierung abgetrennt, wobei ein C₄-Produktgasstrom d erhalten wird.
35

In einer Ausführungsform des erfindungsgemäßen Verfahrens wird im Verfahrensteil D zunächst Wasser aus dem Produktgasstrom c abgetrennt. Die Abtrennung von Wasser kann beispielsweise durch Auskondensieren durch Abkühlen und/oder Verdichten des Produktgasstroms c erfolgen und kann in einer oder mehreren Abkühlungs- und/oder Verdichtungs-
5 stufen durchgeführt werden.

Die Abtrennung der leicht siedenden Nebenbestandteile aus dem Produktgasstrom kann durch übliche Trennverfahren wie Destillation, Rektifikation, Membranverfahren, Absorption oder Adsorption erfolgen.
10

Zur Abtrennung des im Produktgasstrom c enthaltenen Wasserstoffs kann das Produktgasgemisch, gegebenenfalls nach erfolgter Kühlung, beispielsweise in einem indirekten Wärmetauscher, über eine in der Regel als Rohr ausgebildete Membran geleitet werden, die lediglich für molekularen Wasserstoff durchlässig ist. Der so abgetrennte molekulare Wasserstoff kann bei Bedarf zumindest teilweise in der Dehydrierung eingesetzt oder aber einer sonstigen Verwertung zugeführt werden, beispielsweise zur Erzeugung elektrischer Energie in Brennstoffzellen eingesetzt werden.
15

Das in dem Produktgasstrom c enthaltene Kohlendioxid kann durch CO₂-Gaswäsche abgetrennt werden. Der Kohlendioxid-Gaswäsche kann eine gesonderte Verbrennungsstufe vorgeschaltet werden, in der Kohlenmonoxid selektiv zu Kohlendioxid oxidiert wird.
20

In einer bevorzugten Ausführungsform des erfindungsgemäßen Verfahrens werden die nicht kondensierbaren oder leicht siedenden Gasbestandteile wie Wasserstoff, Sauerstoff, Kohlenstoffoxide, die leicht siedenden Kohlenwasserstoffe (Methan, Ethan, Ethen, Propan, Propen) und gegebenenfalls Stickstoff in einem Absorptions-/Desorptions-Cyclus mittels eines hoch siedenden Absorptionsmittels abgetrennt, wobei ein C₄-Produktgasstrom c erhalten wird, der im Wesentlichen aus den C₄-Kohlenwasserstoffen besteht. Im Allgemeinen besteht der C₄-Produktgasstrom c zu mindestens 80 Vol.-%, bevorzugt zu mindestens 90 Vol.-%
25 besonders bevorzugt zu mindestens 95 Vol.-% aus den C₄-Kohlenwasserstoffen. Im Wesentlichen besteht der Strom d aus n-Butan, 2-Buten und Butadien.
30

Dazu wird in einer Absorptionsstufe der Produktgasstrom c nach vorheriger Wasserabtrennung mit einem inerten Absorptionsmittel in Kontakt gebracht und werden die C₄-Kohlenwasserstoffe in dem inerten Absorptionsmittel absorbiert, wobei mit C₄-Kohlenwasserstoffen beladenes Absorptionsmittel und ein die übrigen Gasbestandteile ent-
35

haltendes Abgas erhalten werden. In einer Desorptionsstufe werden die C₄-Kohlenwasserstoffe aus dem Absorptionsmittel wieder freigesetzt.

In der Absorptionsstufe eingesetzte inerte Absorptionsmittel sind im Allgemeinen hochsiedende unpolare Lösungsmittel, in denen das abzutrennende C₄-Kohlenwasserstoff-Gemisch eine deutlich höhere Löslichkeit als die übrigen abzutrennenden Gasbestandteile aufweist. Die Absorption kann durch einfaches Durchleiten des Produktgasstroms c durch das Absorptionsmittel erfolgen. Sie kann aber auch in Kolonnen oder in Rotationsabsorbern erfolgen. Dabei kann im Gleichstrom, Gegenstrom oder Kreuzstrom gearbeitet werden. Geeignete Absorptionskolonnen sind z.B. Bodenkolonnen mit Glocken-, Zentrifugal- und/oder Siebböden, Kolonnen mit strukturierten Packungen, z.B. Blechpackungen mit einer spezifischen Oberfläche von 100 bis 1000 m²/m³ wie Mellapak® 250 Y, und Füllkörperkolonnen. Es kommen aber auch Riesel- und Sprühtürme, Graphitblockabsorber, Oberflächenabsorber wie Dickschicht- und Dünnsschichtabsorber sowie Rotationskolonnen, Tellerwäscher, Kreuzschleierwäscher und Rotationswäscher in Betracht.

Geeignete Absorptionsmittel sind vergleichsweise unpolare organische Lösungsmittel, beispielsweise aliphatische C₈- bis C₁₈-Alkene, oder aromatische Kohlenwasserstoffe wie die Mittelölfraktionen aus der Paraffindestillation, oder Ether mit sperrigen Gruppen, oder Gemische dieser Lösungsmittel, wobei diesen ein polares Lösungsmittel wie 1,2-Dimethylphthalat zugesetzt sein kann. Geeignete Absorptionsmittel sind weiterhin Ester der Benzoesäure und Phthalsäure mit geradkettigen C₁-C₈-Alkanolen, wie Benzoesäure-n-butylester, Benzoesäuremethylester, Benzoesäureethylester, Phthalsäuredimethylester, Phthalsäurediethylester, sowie sogenannte Wärmeträgeröle, wie Biphenyl und Diphenylether, deren Chlorderivate sowie Triarylalkene. Ein geeignetes Absorptionsmittel ist ein Gemisch aus Biphenyl und Diphenylether, bevorzugt in der azeotropen Zusammensetzung, beispielsweise das im Handel erhältliche Diphyll®. Häufig enthält dieses Lösungsmittelgemisch Dimethylphthalat in einer Menge von 0,1 bis 25 Gew.-%. Geeignete Absorptionsmittel sind ferner Octane, Nonane, Decane, Undecane, Dodecane, Tridecane, Tetradecane, Pentadecane, Hexadecane, Heptadecane und Octadecane oder aus Raffinerieströmen gewonnene Fraktionen, die als Hauptkomponenten die genannten linearen Alkane enthalten.

Zur Desorption der C₄-Kohlenwasserstoffe wird das beladene Absorptionsmittel erhitzt und/oder auf einen niedrigeren Druck entspannt. Alternativ dazu kann die Desorption auch durch Stripping oder in einer Kombination von Entspannung, Erhitzen und Stripping in einem oder mehreren Verfahrensschritten erfolgen. Das in der Desorptionsstufe regenerierte Absorptionsmittel wird in die Absorptionsstufe zurückgeführt.

In einer Verfahrensvariante wird der Desorptionsschritt durch Entspannung und/oder Erhitzen des beladenen Desorptionsmittels durchgeführt.

Die Abtrennung D ist im Allgemeinen nicht ganz vollständig, so dass in dem C₄-Produktgasstrom - je nach Art der Abtrennung - noch geringe Mengen oder auch nur Spuren der weiteren Gasbestandteile, insbesondere der leicht siedenden Kohlenwasserstoffe, vorliegen können.

Die durch die Abtrennung D auch bewirkte Volumenstromverringerung entlastet die nachfolgenden Verfahrensschritte.

Der im Wesentlichen aus n-Butan, 2-Buten und Butadien bestehende C₄-Produktgasstrom d enthält im Allgemeinen 20 bis 80 Vol.-% Butadien, 20 bis 80 Vol.-% n-Butan, 0 bis 50 Vol.-% 2-Buten und 0 bis 20 Vol.-% 1-Buten.

15

In einem Verfahrensteil E wird der C₄-Produktgasstrom d mittels Extraktivdestillation in einen im Wesentlichen aus n-Butan und 2-Buten bestehenden Strom e1 und einen im Wesentlichen aus Butadien bestehenden Wertproduktstrom e2 aufgetrennt.

20 Die Extraktivdestillation kann wie in Erdöl und Kohle – Erdgas – Petrochemie, Band 34 (8), Seiten 343 – 346 oder Ullmanns Enzyklopädie der Technischen Chemie, Band 9, 4. Auflage 1975, Seiten 1 bis 18 beschrieben, durchgeführt werden.

Hierzu wird der C₄-Produktgasstrom d mit einem Extraktionsmittel, vorzugsweise ein N-Methylpyrrolidon (NMP)/Wasser-Gemisch, in einer Extraktionszone in Kontakt gebracht. Die Extraktionszone ist im Allgemeinen in Form einer Waschkolonne ausgeführt, welche Böden, Füllkörper oder Packungen als Einbauten enthält. Diese weist im Allgemeinen 30 bis 70 theoretische Böden auf, damit eine hinreichend gute Trennwirkung erzielt wird. Vorzugsweise weist die Waschkolonne im Kolonnenkopf eine Rückwaschzone auf. Diese 30 Rückwaschzone dient zur Rückgewinnung des in der Gasphase enthaltenen Extraktionsmittels mittels flüssigem Kohlenwasserstoffrücklauf, wozu die Kopffraktion zuvor kondensiert wird. Typische Temperaturen am Kopf der Kolonne liegen zwischen 30 und 60 °C. Das Massenverhältnis Extraktionsmittel zu C₄-Produktgasstrom d im Zulauf der Extraktionszone beträgt im allgemeinen 10 : 1 bis 20 : 1.

35

Geeignete Extraktionsmittel sind Butyrolacton, Nitrile wie Acetonitril, Propionitril, Methoxypropionitril, Ketone wie Aceton, Furfural, N-alkylsubstituierte niedere aliphatische Säu-

reamide wie Dimethylformamid, Diethylformamid, Dimethylacetamid, Diethylacetamid, N-Formylmorpholin, N-alkylsubstituierte cyclische Säureamide (Lactame) wie N-Alkylpyrrolidone, insbesondere N-Methylpyrrolidon (NMP). Im Allgemeinen werden alkylsubstituierte niedere aliphatische Säureamide oder N-alkylsubstituierte cyclische Säureamide verwendet. Besonders vorteilhaft sind Dimethylformamid, Acetonitril, Furfural und insbesondere NMP.

Es können jedoch auch Mischungen dieser Extraktionsmittel untereinander, z. B. von NMP und Acetonitril, Mischungen dieser Extraktionsmittel mit Co-Lösungsmitteln und/oder tert.-
10 Butylether, z. B. Methyl-tert.-butylether, Ethyl-tert.-butylether, Propyl-tert.-butylether, n- oder iso-Butyl-tert.-butylether eingesetzt werden. Besonders geeignet ist NMP, bevorzugt in wässriger Lösung, vorzugsweise mit 0 bis 20 Gew.-% Wasser, besonders bevorzugt mit 7 bis 10 Gew.-% Wasser, insbesondere mit 8,3 Gew.-% Wasser.

15 In der Extraktionszone wird ein gasförmiger, im Wesentlichen aus n-Butan und 2-Buten bestehender Strom e1 und eine Butadien enthaltende Extraktionslösung gebildet. Im Allgemeinen enthält der im Wesentlichen aus n-Butan und 2-Buten bestehende Strom e1 50 bis 100 Vol.-% n-Butan, 0 bis 50 Vol.-% 2-Buten und 0 bis 3 Vol.-% weitere Bestandteile wie Isobutan, Isobuten, Propan, Propen und C₅⁺-Kohlenwasserstoffe.

20 Die Extraktionslösung wird in eine Desorptionszone mit gegenüber der Extraktionszone vermindertem Druck und/oder erhöhter Temperatur überführt, wobei aus der Extraktionslösung das Butadien desorbiert wird. Die Desorptionszone kann beispielsweise in Form einer Waschkolonne ausgeführt sein, die 5 bis 15, bevorzugt 8 bis 10 theoretische Stufen und eine
25 Rückwaschzone mit beispielsweise 4 theoretischen Stufen aufweist. Diese Rückwaschzone dient zur Rückgewinnung des in der Gasphase enthaltenen Extraktionsmittels mittels flüssigem Kohlenwasserstoffrücklaufes, wozu die Kopffaktion zuvor kondensiert wird. Als Einbauten sind Packungen, Böden oder Füllkörper vorgesehen. Der Druck am Kolonnenkopf beträgt beispielsweise 1,5 bar. Die Temperatur im Kolonnensumpf liegt beispielsweise bei
30 130 bis 150 °C.

Der am Kolonnenkopf gewonnene Wertproduktstrom e2 enthält im Allgemeinen 90 bis 100 Vol.-% Butadien, 0 bis 10 Vol.-% 2-Buten und 0 bis 10 Vol.-% n-Butan und 1-Buten.

35 In einem Verfahrensteil F wird der im wesentlichen aus n-Butan und 2-Buten bestehende Strom e1 und ein 1-Buten und 2-Buten enthaltender Kreisstrom g, der in einem stromabwärts gelegenen Verfahrensteil G durch Isomerisierung von 2-Buten gewonnen wird, in eine

Destillationszone eingespeist. Dort wird ein im Wesentlichen aus 1-Buten bestehender Wertproduktstrom f1 gewonnen, ein 2-Buten und n-Butan enthaltender Rückführstrom f2 und ein 2-Buten enthaltender Strom f3 gewonnen. Der Rückführstrom f2 wird in die erste Dehydrierzone (nicht-oxidative katalytische Dehydrierung) zurückgeführt. Der Wertproduktstrom f1 wird aus dem Verfahren ausgeschleust. Der Strom f3 wird zur Gewinnung von weiterem 1-Buten der Isomerisierung zugeführt.

Die Destillationszone besteht im Allgemeinen aus einer Destillationskolonne mit im Allgemeinen 30 bis 80, bevorzugt 40 bis 75 theoretischen Trennstufen. Geeignet sind beispielsweise Glockenbodenkolonnen, Füllkörperkolonnen, Packungskolonnen oder Trennwandkolonnen. Das Rücklaufverhältnis beträgt im Allgemeinen 10 bis 50. Die Destillation wird im Allgemeinen bei einem Druck von 5 bis 20 bar durchgeführt.

Im oberen Teil der Kolonne, vorzugsweise am Kolonnenkopf, wird ein 1-Buten reicher Strom f1 abgezogen. Der Anteil an 1-Buten, bezogen auf die Summe aus 1-Buten und 2-Butenen, ist dabei größer als der entsprechende Anteil im Kolonnenzulauf e1. Im Strom f1 beträgt der Anteil an 1-Buten, bezogen auf die Summe aus 1-Buten und 2-Butenen, im Allgemeinen mindestens 90%, vorzugsweise mindestens 95%.

Im unteren Teil der Kolonne, vorzugsweise im unteren Fünftel der Kolonne, besonders bevorzugt am Kolonnensumpf bis maximal 5 theoretische Böden oberhalb des Kolonnensumpfs, wird ein 2-Buten enthaltender Kreisstrom zur Isomerisierung (Strom f3) abgezogen. Üblicher Weise ist der Anteil an 1-Buten, bezogen auf die Summe aus 1-Buten und 2-Butenen, im Strom f3 kleiner als 20%, vorzugsweise kleiner als 15%. Vom Kreisstrom f3 kann ein Purgegasstrom abgetrennt werden, um die Aufpegelung von Hochsiedern zu vermeiden. Der Purgegasstrom kann als Rückführstrom f2 in die Dehydrierzone zurückgeführt werden. Der Rückführstrom f2 kann auch als Sumpfabzugsstrom getrennt vom Strom f3 gewonnen werden. Der Anteil an 1-Buten, bezogen auf die Summe aus 1-Buten und 2-Buten, beträgt im Sumpfabzugsstrom im Allgemeinen kleiner 15%, vorzugsweise kleiner 10%.

30

In einem Verfahrensteil G wird der im Wesentlichen aus 2-Buten bestehende Strom f3 in eine Isomerisierungszone eingespeist und eine Isomerisierung von 2-Buten zu 1-Buten durchgeführt. Dabei wird der im Wesentlichen aus 2-Buten bestehende Strom f3 über einen Isomerisierungskatalysator geleitet. Geeignete Isomerisierungskatalysatoren sind basische Katalysatoren oder Katalysatoren auf Zeolithbasis. Daneben kann die Isomerisierung auch unter hydrierenden Bedingungen an Edelmetall-haltigen Katalysatoren erfolgen.

Als Katalysatoren eignen sich Erdalkalioxide auf Aluminiumoxid, wie in EP-A 0 718 036 beschrieben, gemischte Aluminiumoxid/Siliziumoxid-Träger, die mit Oxiden der Erdalkalimetalle, Borgruppenmetalle, Lanthaniden oder Elementen der Eisengruppe dotiert sind, wie in US 4,814,542 beschrieben, oder mit Alkalimetallen belegtes gamma-Aluminiumoxid, 5 wie in JP 51/108691 beschrieben. Weiterhin eignen sich Manganoxid auf Aluminiumoxid, wie in US 4,289,919 beschrieben, Magnesium-, Alkalimetall- und Zirkonoxid dispergiert auf einem Aluminiumoxid-Träger, wie in EP-A 0 234 498 beschrieben, sowie Aluminiumoxidkatalysatoren, die zusätzlich Natriumoxid und Siliziumdioxid enthalten, wie in US 4,229,610 beschrieben.

10

Geeignete Zeolith-basierte Katalysatoren sind beschrieben in EP-A 0 129 899. Geeignet sind weiterhin mit Alkali- oder Erdalkalimetallen ausgetauschte Molsiebe, wie in US 3,475,511 beschrieben, Alumosilikate, wie in US 4,749,819 beschrieben, sowie Zeolithe in Alkali- oder Erdalkaliform, wie in US 4,992,613 beschrieben, und solche auf Basis kristalliner Borosilikate, wie in US 4,499,326 beschrieben.

15

Die Katalysatoren werden üblicher Weise im Festbett, Wirbelbett oder Wanderbett eingesetzt. Für die Isomerisierung ist ein kontinuierlich durchströmter Festbett-Reaktor bevorzugt. Geeignete Reaktoren sind Rohrreaktoren, Rohrbündelreaktoren, Wickelreaktoren oder 20 Wendelreaktoren. Die Isomerisierungstemperatur liegt im Allgemeinen bei 100 bis 700 °C, bevorzugt bei 200 bis 500 °C. Der Druck beträgt im allgemeinen 1 bis 30 bar, bevorzugt 3 bis 20 bar.

25

Es wird ein Kreisgasstrom g erhalten, dessen Anteil an 1-Buten, bezogen auf die Summe aus 1-Buten und 2-Butenen, zwischen 10% und 30% liegt, bevorzugt zwischen 15% und 25%. Vergleicht man den Anteil an 1-Buten, bezogen auf die Summe aus 1-Buten und 2-Butenen im Reaktorzulauf (Strom f3) mit dem entsprechenden Anteil im Reaktoraustrag (Strom g), so ist Letzterer um einen Faktor 1,3 bis 25 größer als Ersterer. Der Kreisgasstrom g wird zusammen mit dem im Wesentlichen aus n-Butan und 2-Buten bestehenden Strom e1 30 in die Destillationszone eingespeist. Von dem Kreisstrom g kann ein Purgegasstrom abgetrennt werden.

Beispiel

35

Ein n-Butan enthaltender Einsatzgasstrom (4), welcher durch Vereinigung eines Frischgasstroms (1) und eines Rückführstroms (12) erhalten wird, wird der ersten, autotherm betriebenen, nicht-oxidativen katalytischen n-Butan-Dehydrierungsstufe (BDH) zugeführt. Zur

Bereitstellung der für die endotherme Dehydrierung notwendigen Wärme wird selektiv Wasserstoff verbrannt, der zusammen mit der Verbrennungsluft als Strom (2) zugeführt wird. Um einer Verkokung des Katalysators entgegenzuwirken und die Standzeit des Katalysators zu verlängern wird außerdem Wasserdampf (3) zugegeben. Es wird ein Dehydriergasmisch (5) erhalten, das nach Austritt aus der BDH abgekühlt und der zweiten, oxidativen n-Butan-Dehydrierstufe (ODH) zugeführt. Der ODH wird ferner ein Luftstrom (6) zugeführt. Für BDH und ODH wurden basierend auf experimentellen Ergebnissen die in Tabelle 1 wiedergegebenen Umsatzgrade bzw. Selektivitäten angenommen.

10 Tabelle 1

Reaktionsstufe	Umsatz [%]	Selektivität [%]
Autotherme Dehydrierung (BDH)	50,5 (n-Butan)	98,4 (zu Butenen/Butadien)
Oxidative Dehydrierung (ODH)	100,0 (1-Buten) 92,7(2-Buten)	95,0 (zu Butadien)

Das Austrittsgas (7) der ODH wird mehrstufig mit Zwischenkühlung verdichtet. Das bei den Zwischenkühlungen anfallende wässrige Kondensat (8) wird aus dem Prozess ausgeschleust. Das komprimierte, butadienhaltige Gas (9) wird einer Absorptionsstufe zugeführt, die mit Tetradecan als Absorptionsmittel betrieben wird. In der Absorptionsstufe wird ein Inertgasstrom (10) von dem C₄-Kohlenwasserstoffstrom (11) abgetrennt. Der C₄-Kohlenwasserstoffstrom (11) wird in einer Extraktivdestillationsstufe in einen im Wesentlichen aus Butadien bestehenden Strom (13) und einen n-Butan und 2-Buten enthaltenden Strom (12) getrennt. Der Strom (12) wird einer Isomerisierungsstufe zugeführt, wobei 2-Buten zu 1-Buten isomerisiert wird. Das Produktgasgemisch der Isomerisierung wird destillativ in einen überwiegend 1-Buten enthaltenden Produktgasstrom (15) und einen Rückführstrom (14), der überwiegend n-Butan und daneben 2-Buten enthält, aufgetrennt. Dieser wird in die BDH zurückgeführt.

25 Die Ergebnisse der Simulation sind in Tabelle 2 dargestellt. Die Angabe der Zusammensetzung der Ströme (1) bis (15) erfolgt in Volumenanteilen.

Strom Nr.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Menge [kg/h]	39060	28600	1832	77250	10768	67572	17525	18588	15666	85434	71231	50481	20750	38190	12291
Pro-pan	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,015	0,022	0,000	0,000	0,058
Pro-pen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Butan	1,000	0,000	0,000	0,942	0,1848	0,000	0,1053	0,000	0,1243	0,000	0,475	0,675	0,000	0,932	0,053
1-Buten	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,819
2-Buten	0,000	0,000	0,000	0,032	0,1307	0,000	0,0479	0,068	0,0442	0,000	0,167	0,238	0,000	0,062	0,000
1,3-Butadien	0,000	0,000	0,000	0,000	0,0126	0,000	0,0657	0,000	0,0776	0,000	0,296	0,000	1,000	0,000	0,000
Was-ser	0,000	0,000	1,000	0,025	0,1434	0,000	0,1498	0,928	0,0091	0,002	0,026	0,038	0,000	0,005	0,000
Kohlen-dioxid	0,000	0,000	0,000	0,000	0,0065	0,000	0,0135	0,001	0,0157	0,015	0,017	0,025	0,000	0,000	0,066
Was-	0,000	0,285	0,000	0,000	0,2230	0,000	0,1268	0,000	0,1497	0,202	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

serstof f	0	3	0	0	0	0	0	0	5	0	0	0	0	0	0
Sauer- stoff	0,000 0	0,142 9	0,000 0	0,000 0	0,0000 0	0,210 1	0,0400 0	0,000 0	0,0472 5	0,063 9	0,000 3	0,001 3	0,000 0	0,000 0	0,001 8
N2 0	0,000 0	0,571 8	0,000 0	0,000 0	0,2315 0	0,790 2	0,4473 0	0,000 2	0,5281 1	0,714 4	0,000 6	0,000 0	0,000 0	0,000 0	0,000 7
Tem- pera- tur [°C]	25,0	25,0	150,0	525,0	575,0	115,0	400,0	55,0	35,0	85	40,0	40,0	40,0	40,0	40,0
Druck [bar]	3,1	3,1	3,1	2,7	2,7	2,4	10,2	10,2	10,2	4,9	4,9	4,9	12,0	12,0	12,0

Patentansprüche

1. Verfahren zur Herstellung von Butadien aus n-Butan mit den Schritten

5 A) Bereitstellung eines n-Butan enthaltenden Einsatzgasstroms a;

10 B) Einspeisung des n-Butan enthaltenden Einsatzgasstroms a in mindestens eine erste Dehydrierzone und nicht-oxidative katalytische Dehydrierung von n-Butan, wobei ein Produktgasstrom b enthaltend n-Butan, 1-Buten, 2-Buten, Butadien, Wasserstoff, leichtsiedende Nebenbestandteile und gegebenenfalls Wasserdampf erhalten wird;

15 C) Einspeisung des Produktgasstroms b der nicht-oxidativen katalytischen Dehydrierung und eines sauerstoffhaltigen Gases in mindestens eine zweite Dehydrierzone und oxidative Dehydrierung von n-Butan, 1-Buten und 2-Buten, wobei ein Produktgasstrom c enthaltend n-Butan, 2-Buten, Butadien, leichtsiedende Nebenbestandteile und Wasserdampf erhalten wird, welcher einen höheren Gehalt an Butadien als der Produktgasstrom b aufweist;

20 D) Abtrennung der leichtsiedenden Nebenbestandteile und von Wasserdampf, wobei ein C₄-Produktgasstrom d im Wesentlichen bestehend aus n-Butan, 2-Buten und Butadien erhalten wird;

25 E) Trennung des C₄-Produktgasstroms d in einen im Wesentlichen aus n-Butan und 2-Buten bestehenden Strom e1 und einen im Wesentlichen aus Butadien bestehenden Wertproduktstrom e2 durch Extraktivdestillation;

30 F) Einspeisung des im Wesentlichen aus n-Butan und 2-Buten bestehenden Stroms e1 und eines 1-Buten und 2-Buten enthaltenden Kreisstroms g in eine Destillationszone und Auftrennung in einen 1-Buten reichen Wertproduktstrom f1, einen 2-Buten und n-Butan enthaltenden Rückführstrom f2 und einen 2-Buten haltigen Strom f3, und Rückführung des Rückführstroms f2 in die erste Dehydrierzone;

G) Einspeisung des 2-Buten enthaltenden Stroms f3 in eine Isomerisierungszone und Isomerisierung von 2-Buten zu 1-Buten, wobei ein 1-Buten und 2-Buten enthaltender Kreisstrom g gewonnen wird, und Rückführung des Kreisgasstroms g in die Destillationszone.

5

2. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, dass die nicht-katalytische Dehydrierung von n-Butan autotherm durchgeführt wird.
3. Verfahren nach Anspruch 1 oder 2, dadurch gekennzeichnet, dass der n-Butan enthaltende Einsatzstrom a aus liquefied petroleum gas (LPG) gewonnen wird.
4. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 3, dadurch gekennzeichnet, dass die Extraktivdestillation mit N-Methylpyrrolidon als Extraktionsmittel durchgeführt wird.

10
15

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International Application No

PCT/EP2004/014835

A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER
 IPC 7 C07C5/333 C07C11/167

According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC

B. FIELDS SEARCHED

Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols)
 IPC 7 C07C

Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched

Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practical, search terms used)

EPO-Internal, WPI Data, BEILSTEIN Data

C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category °	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
A	GB 628 686 A (UNIVERSAL OIL PRODUCTS COMPANY) 2 September 1949 (1949-09-02) claims 1-7 -----	1-4
P,A	WO 2004/007408 A (BASF AKTIENGESELLSCHAFT; SCHINDLER, GOETZ-PETER; WALSDORFF, CHRISTIAN;) 22 January 2004 (2004-01-22) claims 1-5 -----	1-4

Further documents are listed in the continuation of box C.

Patent family members are listed in annex.

° Special categories of cited documents :

- "A" document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance
- "E" earlier document but published on or after the international filing date
- "L" document which may throw doubts on priority claim(s) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified)
- "O" document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means
- "P" document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed

- "T" later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention
- "X" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone
- "Y" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art.
- "&" document member of the same patent family

Date of the actual completion of the international search

28 April 2005

Date of mailing of the international search report

17/05/2005

Name and mailing address of the ISA

European Patent Office, P.B. 5818 Patentlaan 2
 NL - 2280 HV Rijswijk
 Tel. (+31-70) 340-2040, Tx. 31 651 epo nl,
 Fax: (+31-70) 340-3016

Authorized officer

Kleidernigg, O

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

Information on patent family members

International Application No

PCT/EP2004/014835

Patent document cited in search report	Publication date	Patent family member(s)		Publication date
GB 628686	A 02-09-1949	NONE		
WO 2004007408	A 22-01-2004	AU 2003254335 A1 BR 0311949 A WO 2004007408 A1 EP 1523462 A1		02-02-2004 22-03-2005 22-01-2004 20-04-2005

INTERNATIONALES RECHERCHENBERICHT

Internationales Aktenzeichen

PCT/EP2004/014835

A. KLASIFIZIERUNG DES ANMELDUNGSGEGENSTANDES
 IPK 7 C07C5/333 C07C11/167

Nach der Internationalen Patentklassifikation (IPK) oder nach der nationalen Klassifikation und der IPK

B. RECHERCHIERTE GEBIETE

Recherchierte Mindestprüfstoff (Klassifikationssystem und Klassifikationssymbole)
 IPK 7 C07C

Recherchierte aber nicht zum Mindestprüfstoff gehörende Veröffentlichungen, soweit diese unter die recherchierten Gebiete fallen

Während der internationalen Recherche konsultierte elektronische Datenbank (Name der Datenbank und evtl. verwendete Suchbegriffe)

EPO-Internal, WPI Data, BEILSTEIN Data

C. ALS WESENTLICH ANGESEHENE UNTERLAGEN

Kategorie ^a	Bezeichnung der Veröffentlichung, soweit erforderlich unter Angabe der in Betracht kommenden Teile	Betr. Anspruch Nr.
A	GB 628 686 A (UNIVERSAL OIL PRODUCTS COMPANY) 2. September 1949 (1949-09-02) Ansprüche 1-7 -----	1-4
P, A	WO 2004/007408 A (BASF AKTIENGESELLSCHAFT; SCHINDLER, GOETZ-PETER; WALSDORFF, CHRISTIAN;) 22. Januar 2004 (2004-01-22) Ansprüche 1-5 -----	1-4

Weitere Veröffentlichungen sind der Fortsetzung von Feld C zu entnehmen

Siehe Anhang Patentfamilie

- ^b Besondere Kategorien von angegebenen Veröffentlichungen :
- "A" Veröffentlichung, die den allgemeinen Stand der Technik definiert, aber nicht als besonders bedeutsam anzusehen ist
- "E" älteres Dokument, das jedoch erst am oder nach dem internationalen Anmeldedatum veröffentlicht worden ist
- "L" Veröffentlichung, die geeignet ist, einen Prioritätsanspruch zweifelhaft erscheinen zu lassen, oder durch die das Veröffentlichungsdatum einer anderen im Recherchenbericht genannten Veröffentlichung belegt werden soll oder die aus einem anderen besonderen Grund angegeben ist (wie ausgeführt)
- "O" Veröffentlichung, die sich auf eine mündliche Offenbarung, eine Benutzung, eine Ausstellung oder andere Maßnahmen bezieht
- "P" Veröffentlichung, die vor dem internationalen Anmeldedatum, aber nach dem beanspruchten Prioritätsdatum veröffentlicht worden ist
- "T" Spätere Veröffentlichung, die nach dem internationalen Anmeldedatum oder dem Prioritätsdatum veröffentlicht worden ist und mit der Anmeldung nicht kollidiert, sondern nur zum Verständnis des der Erfindung zugrundeliegenden Prinzips oder der ihr zugrundeliegenden Theorie angegeben ist
- "X" Veröffentlichung von besonderer Bedeutung; die beanspruchte Erfindung kann allein aufgrund dieser Veröffentlichung nicht als neu oder auf erforderlicher Tätigkeit beruhend betrachtet werden
- "Y" Veröffentlichung von besonderer Bedeutung; die beanspruchte Erfindung kann nicht als auf erforderlicher Tätigkeit beruhend betrachtet werden, wenn die Veröffentlichung mit einer oder mehreren anderen Veröffentlichungen dieser Kategorie in Verbindung gebracht wird und diese Verbindung für einen Fachmann naheliegend ist
- "g" Veröffentlichung, die Mitglied derselben Patentfamilie ist

Datum des Abschlusses der internationalen Recherche	Absendedatum des internationalen Recherchenberichts
28. April 2005	17/05/2005

Name und Postanschrift der Internationalen Recherchenbehörde
 Europäisches Patentamt, P.B. 5818 Patentlaan 2
 NL - 2280 HV Rijswijk
 Tel. (+31-70) 340-2040, Tx. 31 651 epo nl,
 Fax: (+31-70) 340-3016

Bevollmächtigter Bediensteter
 Kleidernigg, O

INTERNATIONALER RECHERCHENBERICHT

Angaben zu Veröffentlichungen, die zur selben Patentfamilie gehören

Internat... des Aktenzeichen

PCT/EP2004/014835

Im Recherchenbericht angeführtes Patentdokument		Datum der Veröffentlichung	Mitglied(er) der Patentfamilie		Datum der Veröffentlichung
GB 628686	A	02-09-1949	KEINE		
WO 2004007408	A	22-01-2004	AU 2003254335 A1	02-02-2004	
			BR 0311949 A	22-03-2005	
			WO 2004007408 A1	22-01-2004	
			EP 1523462 A1	20-04-2005	